

WO0100750

Publication Title:

CATALYTIC CONVERTING PROCESS FOR PRODUCING PROLIFICALLY
DIESEL OIL AND LIQUEFIED GAS

Abstract:

Abstract of WO0100750

A process for catalytic converting hydrocarbons feedstock to produce prolifically both diesel oil and liquefied gas in the riser or fluidized bed reactor, which comprising: (a) feeding gasoline feedstock, optional pre-lifting media and catalytic cracking catalyst from reactor bottom and contacting them at underpart of the reactor to form a gas-oil mixture containing a great deal of liquefied gas; (b) contacting the gas-oil mixture and the catalytic cracking catalyst from step (a) with the conventional catalytic cracking stock which is added from at least two different height positions above the lower portion of the reactor in the zone above the lower portion of reactor, and forming a gas-oil mixture which contains a great deal of diesel oil; (c) separating the gas-oil mixture from step (b) into required liquefied gas, gasoline and diesel oil product in the fractionating system, and returning optionally a part of or all heavy cycle oil and slurry oil to the zone above of the lower portion of the reactor for cracking; and (d) regenerating the catalyst in the regenerator, and recycling regenerated catalyst to the reactor. The present process can increase the yield of liquefied gas and diesel oil, reduce the sulfur and olefin content, and increase the octane number of gasoline. This process can be carried out without changing largely the present catalytic cracking unit. Data supplied from the esp@cenet database - Worldwide cb9

Courtesy of <http://v3.espacenet.com>

(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国际局



(43) 国际公布日:
2001年1月4日 (04.01.2001)

PCT

(10) 国际公布号:
WO 01/00750 A1

(51) 国际分类号⁷: C10G 11/18
(21) 国际申请号: PCT/CN00/00166
(22) 国际申请日: 2000年6月20日 (20.06.2000)
(25) 申请语言: 中文
(26) 公布语言: 中文
(30) 优先权: 99109195.7 1999年6月23日 (23.06.1999) CN
(71) 申请人: 中国石油化工集团公司 (CHINA PETROCHEMICAL CORPORATION) [CN/CN]; 中国北京市朝阳区惠新东街甲6号, Beijing 100029 (CN)。中国石油化工集团公司石油化工科学研究院 (RESEARCH INSTITUTE OF PETROLEUM PROCESSING, SINOPEC) [CN/CN]; 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。
(72) 发明人: 张久顺(ZHANG, Jiushun); 毛安国(MAO, Anguo); 钟孝湘(ZHONG, Xiaoxiang); 张执刚(ZHANG, Zhigang); 陈祖庇(CHEN, Zubi); 王亚民(WANG, Yamin); 王巍(WANG, Wei);

崔淑新(CUI, Shuxin); 王泽育(WANG, Zeyu); 崔华(CUI, Hua); 张瑞驰(ZHANG, Ruichi); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。

(74) 代理人: 中国专利代理(香港)有限公司(CHINA PATENT AGENT (H.K.) LTD.); 中国香港特别行政区湾仔港湾道23号鹰君中心22字楼, Wanchai, Hong Kong Special Administrative Region (CN)。

(81) 指定国(国家): IN, JP, NO

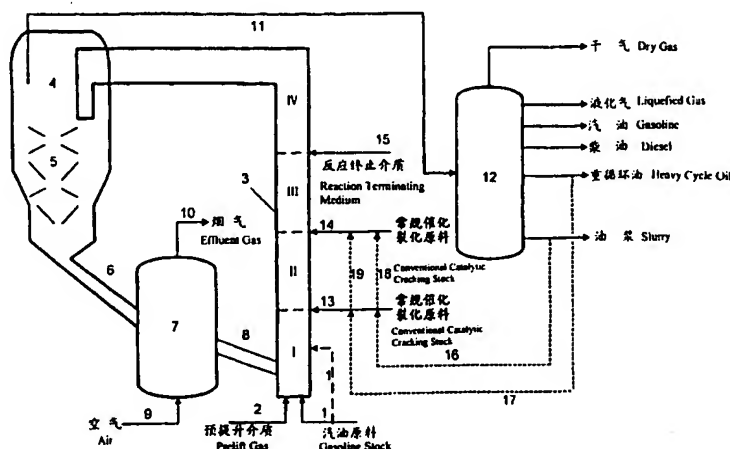
(84) 指定国(地区): 欧洲专利(AT, BE, CH, CY, DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT, LU, MC, NL, PT, SE)

本国际公布:
— 包括国际检索报告。
— 在修改权利要求的期限届满之前进行, 在收到该修改后将重新公布。

所引用双字母代码和其它缩写符号, 请参考刊登在每期PCT公报期刊起始的“代码及缩写符号简要说明”。

(54) Title: CATALYTIC CONVERTING PROCESS FOR PRODUCING PROLIFICALLY DIESEL OIL AND LIQUEFIED GAS

(54) 发明名称: 一种多产柴油和液化气的催化转化方法



(57) Abstract: A process for catalytic converting hydrocarbons feedstock to produce prolifically both diesel oil and liquefied gas in the riser or fluidized bed reactor, which comprising: (a) feeding gasoline feedstock, optional pre-lifting media and catalytic cracking catalyst from reactor bottom and contacting them at underpart of the reactor to form a gas-oil mixture containing a great deal of liquefied gas; (b) contacting the gas-oil mixture and the catalytic cracking catalyst from step (a) with the conventional catalytic cracking stock which is added from at least two different height positions above the lower portion of the reactor in the zone above the lower portion of reactor, and forming a gas-oil mixture which contains a great deal of diesel oil; (c) separating the gas-oil mixture from step (b) into required liquefied gas, gasoline and diesel oil product in the fractionating system, and returning optionally a part of or all heavy cycle oil and slurry oil to the zone above of the lower portion of the reactor for re cracking; and (d) regenerating the catalyst in the regenerator, and recycling regenerated catalyst to the reactor. The present process can increase the yield of liquefied gas and diesel oil, reduce the sulfur and olefin content, and increase the octane number of gasoline. This process can be carried out without changing largely the present catalytic cracking unit.

[见续页]

WO 01/00750 A1



(57) 摘要

一种在提升管或流化床反应器中，使烃类原料催化转化，以同时多产柴油和液化气的方法，包括：

(a)从反应器底部通入汽油原料、任选的预提升介质和催化裂化催化剂，并使其在反应器下部区域接触，生成含大量液化气的油气混合物；

(b)使生成的油气混合物和经反应的催化裂化催化剂向上流动，在反应器下部的以上区域，与从反应器下部的以上区域的至少两个不同高度的位置通入反应器的常规催化裂化原料接触，生成含大量柴油的油气混合物；

(c)在分馏系统中，使上述产生的油气混合物分离成所需的液化气产品、汽油产品和柴油产品，并任选将部分或全部重循环油和油浆返回反应器下部的以上区域重新裂化；

(d)将待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦处理后继续循环使用。

该方法能同时提高液化气和柴油的收率，降低催化汽油中的硫含量、烯烃含量，汽油辛烷值有所提高，对现有催化裂化装置不必进行大的改造即可实施。

一种多产柴油和液化气的催化转化方法

发明背景

5 本发明属于在不存在氢的情况下烃油的催化转化方法，具体地说是一种在不存在氢的情况下以石油烃为原料同时多产柴油和液化气的催化转化方法。

液化气是一种重要的石油化工产品，其中的低碳烯烃是重要的化工原料，有极高的商业价值。柴油的热效率高，以柴油作动力的车辆排出的尾气中有害组分少，适合当前世界范围内日益增长的对
10 环境保护的需要。以柴油作动力的车辆迅猛增加，使得市场对柴油的需求量不断增加。

柴油的主要来源是一次加工和二次加工所生产出的馏分油，在一次加工即常减压蒸馏中，原油中的柴油馏分数量是一定的，没有潜力可挖。在二次加工中，常采用催化裂化来生产柴油，它具有处
15 理量大、操作条件灵活的特点，是提高液化气和柴油收率的重要手段。

CN1031834A 公开了一种多产低碳烯烃的催化转化方法，该方法虽然可以制取大量的液化气，但柴油收率较低，一般只有 10 重%以下，并且需要使用专门的催化剂和设备。

20 CN1085885A 中公开了一种多产液化气和汽油的方法，反应条件如下：反应温度 480~550℃、压力 130~350 千帕、重时空速 1~150 小时⁻¹、剂油比为 4~15、蒸汽与原料烃的重量比为 0.05~0.12:1，反应产物中液化气收率达 30 重%~40 重%，但柴油收率较低。

CN1160746A 中公开了一种提高低品质汽油馏分辛烷值的催化转
25 化方法，低品质汽油从提升管下部注入，在反应温度 600℃~730℃、重时空速 1~180 小时⁻¹、剂油比 6~180 的条件下发生汽油改质反应，主要是获得高辛烷值的汽油。该方法所用原料为直馏汽油、焦化汽油等低品质汽油，反应产物中液化气和柴油的收率分别为 24 重%~39 重%和 0.5 重%~2.3 重%。

30 USP3,784,463 公开的方法是采用两个或两个以上的提升管反应

器，其中一个提升管注入低品质汽油，发生催化转化反应，提高汽油辛烷值和液化气的收率，但该方法不能提高柴油的收率，而且设备改动较大，需要增加一个以上的提升管。

5 USP5, 846, 403公开了一种催化粗汽油再裂化生产最大收率轻质烯烃的方法，该方法是在一个含有两个反应区的提升管反应器中进行，反应器下部为上游反应区，上部为下游反应区。上游反应区的原料为轻催化石脑油（沸点为140℃以下），反应条件为：油剂接触温度620℃～775℃，油气混合物停留时间低于1.5秒，剂油比75～150，水蒸气占石脑油的2重%～50重%；下游反应区的原料为常规
10 催化裂化原料（沸点为220℃～575℃），反应条件为：温度600℃～750℃，油气混合物停留时间低于20秒。该方法与常规催化裂化相比，液化气收率提高0.97～1.21个百分点，轻循环油（即轻柴油）收率提高0.13～0.31个百分点。

CN 10348949A公开了一种用于转化石油烃的方法，其中，原料，
15 乙烷、汽油、催化裂化原料、循环油，从提升管反应器的最低部依次向上引入提升管反应器，该方法主要生产低碳烯烃，但汽油、柴油和液化气的总收率将降低。

EP 0369536A1公开的用于烃类原料的催化裂化方法中，烃原料在提升器的最低部被引入提升器，在其中所说的烃原料与新鲜的再生
20 催化剂混合，轻液烃的循环部分从高于烃原料进入的点送入提升管。该方法的操作方式是使柴油的产量最大，或者，在不同的条件下使烯烃的生产量最大，但是不能同时提高柴油和烯烃的收率。

USP 4, 422, 925公开了一种流化催化裂化烃类原料生产气态烯烃的方法，该方法包括将气态富C₂ - C₃原料送入提升管反应区的最低
25 部与热的新鲜再生催化剂接触，将重烃原料送入提升管反应区的上部，将石脑油或瓦斯油送入提升管反应器的所述下部和上部之间的中部。该方法能以高收率生产低碳烯烃，但柴油收率增加很少。

USP3894932公开一种烃类转化方法，C₃ - C₄气态烃在提升管下部入，瓦斯油在下游分成一段或几段引入，C₂ - C₄烃或异丁烯或瓦斯油

在提升管的上部引入。该方法主要生产芳烷和异丁烷，也不能同时提高柴油和液化气的收率。

另一类提高液化气收率的方法是在催化裂化催化剂中加入助催化剂，如USP4, 309, 280中所公开的方法是将占催化剂0.01重%~1重%的HZSM-5沸石直接加入催化裂化反应装置中。

USP3, 758, 403 中公开了以 ZSM-5 沸石和大孔沸石（如 Y 型、X 型）为活性组分（二者的比例为 1:10~3:1）的催化剂可以大幅度地提高液化气的收率和汽油辛烷值，其中丙烯和丁烯的收率增加 10 重%左右。其它的还有 CN1004878B、USP4, 980, 053 和 CN1043520A 中公开了以 ZSM-5 沸石和 Y 型沸石的混合物为活性组分的催化剂，大幅度地提高液化气的收率。这类方法主要是通过改变催化剂的方式来增加液化气的收率，柴油的收率增加很少。

上述专利方法只能增加液化气的收率，不能同时增加柴油的收率或增加柴油产率的幅度很小，并且其中一些方法还需要专用的催化剂和设备，需要对现有的催化裂化装置进行较大的改动才能得以实施。

本发明的目的是在现有技术的基础上提供一种同时提高柴油和液化气收率的催化转化方法。

20 发明概述

本发明涉及一种在提升管或流化床反应器中，使烃类原料催化转化，以同时多产柴油和液化气的方法，包括：

(a)从反应器底部通入汽油原料，任选的预提升介质和催化裂化催化剂，并使其在反应器下部区域接触，生成含大量液化气的油气混合物；

(b)使生成的油气混合物和经反应的催化裂化催化剂向上流动，在反应器下部的以上区域，与从反应器下部的以上区域的至少两个不同高度的位置通入反应器的常规催化裂化原料接触，生成含大量柴油的油气混合物；

30 (c)在分馏系统中，使上述产生的油气混合物分离成所需的液化

气产品、汽油产品和柴油产品，并任选将部分或全部重循环油和油浆返回反应器下部的以上区域重新裂化；

(d)将待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦处理后继续循环使用。

5

附图简述

附图是本发明提供的在提升管反应器中同时多产柴油和液化气的催化转化方法流程示意图。图中各编号说明如下：

1、2、9、10、11、13、14、15、16、17、18、19 均代表管线；
10 3 为提升管反应器，其中 I 为汽油裂化段、II 为重质油裂化段、III 为轻质油裂化段、IV 为反应终止段；4 为沉降器；5 为汽提器；6 为待生斜管；7 为再生器；8 为再生斜管；12 为分馏系统。

发明详述

15 本发明涉及一种在提升管或流化床反应器中，使烃类原料催化转化，以同时多产柴油和液化气的方法，包括：

(a)从反应器底部通入汽油原料，任选的预提升介质和催化裂化催化剂，并使其在反应器下部区域接触，生成含大量液化气的油气混合物；

20 (b)使生成的油气混合物和经反应的催化裂化催化剂向上流动，在反应器下部的以上区域，与从反应器下部的以上区域的至少两个不同高度的位置通入反应器的常规催化裂化原料接触，生成含大量柴油的油气混合物；

(c)在分馏系统中，使上述产生的油气混合物分离成所需的液化气产品、汽油产品和柴油产品，并任选将部分或全部重循环油和油浆返回反应器下部的以上区域重新裂化；

25 (d)将待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦处理后继续循环使用。

所述的汽油原料是沸点范围为 30℃ ~ 210℃ 的馏分油，选自直馏
30 汽油、催化裂化汽油、焦化汽油中的一种或一种以上的混合物，所

述的常规催化裂化原料是选自直馏瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、加氢精制油、加氢裂化尾油、减压渣油、常压渣油中的一种或一种以上的混合物。

汽油原料的反应温度为 $500^{\circ}\text{C} \sim 700^{\circ}\text{C}$ ，反应压力为常压至 300 千帕，停留时间为 0.1 秒 \sim 3.0 秒，催化剂与汽油原料的重量比为 10 \sim 150，再生催化剂温度为 $600^{\circ}\text{C} \sim 750^{\circ}\text{C}$ 。

本文中所述催化裂化催化剂可以包括再生后的催化裂化催化剂。

本发明更具体涉及一种在提升管或流化床反应器中，使烃类原料催化转化以同时多产柴油和液化气的方法，其中所述反应器包括汽油裂化段、重质油裂化段、轻质油裂化段和任选的反应终止段，该方法包括下列步骤：

(a)、汽油原料和任选的预提升介质进入汽油裂化段，与催化裂化催化剂接触生成一种油气混合物，生成的油气混合物和反应后的催化裂化催化剂向上进入重质油裂化段；

(b)、常规催化裂化原料单独或掺有油浆和/或重循环油一起从重质油裂化段底部进入反应器，与来自汽油裂化段的油气混合物和反应后的催化裂化催化剂接触生成一种油气混合物，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻质油裂化段；

(c)、常规催化裂化原料单独或掺有油浆和/或重循环油一起从轻质油裂化段底部进入反应器，与来自重质油裂化段的油气混合物和催化剂接触生成一种油气混合物，然后生成的油气混合物和反应后的催化剂进入任选的反应终止段；

(d)、经任选的反应终止段的底部加入反应终止介质，使反应终止，生成的油气混合物和反应的催化剂进入分离系统分成油气和待生催化剂，以及

(e)、分馏反应产物，得到所需的液化气和柴油产品，待生催化剂可以经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。

上述汽油裂化段中的汽油原料是沸点范围为 $30^{\circ}\text{C} \sim 210^{\circ}\text{C}$ 的馏分油，选自直馏汽油、催化裂化汽油、焦化汽油中的一种或一种以上

的混合物，最好是 C_7^+ - 205℃ 的催化裂化汽油馏分；也可以是汽油的某一段窄馏分，如沸点范围为 90℃ - 140℃ 或 110℃ - 210℃。该汽油原料既可以是本装置得到的馏分，也可以来自于其它装置。预提升介质为干气或蒸汽。预提升介质与汽油原料的重量比为 0 ~ 5:1。

- 5 汽油裂化段的反应温度为 500℃ - 700℃，最好为 620℃ - 680℃；反应压力为常压至 300 千帕，最好为 100 - 230 千帕；停留时间为 0.1 秒 - 3.0 秒，最好为 0.2 秒 - 1.5 秒；催化剂与汽油原料的重量比为 10 - 150，最好为 20 - 80；汽油原料与常规催化裂化原料的重量比为 0.02 - 0.50:1；最好为 0.1 - 0.3:1；再生催化剂温度为 600℃ - 10 750℃，最好为 660℃ - 710℃。

- 汽油原料既可以从汽油裂化段底部进入，也可以从分布于汽油裂化段四周的喷嘴进入。汽油原料在汽油裂化段内裂化为液化气，同时降低汽油中的硫含量和烯烃含量、提高汽油的辛烷值。高温催化剂与汽油原料接触后，使催化剂降温，同时催化剂上沉积有微量的焦炭，该焦炭会降低催化剂的活性，也会使沉积在催化剂上的金属钝化，这种状态的催化剂与重质油裂化段、轻质油裂化段的常规催化裂化原料接触反应，有利于多产柴油。生成的油气混合物与反应后的催化剂出汽油裂化段后，直接进入重质油裂化段。
- 15

- 上述步骤 (b)、(c) 中的常规催化裂化原料是选自直馏瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、加氢精制油、加氢裂化尾油、减压渣油、常压渣油中的一种或一种以上的混合物。(b)、(c) 中所述的常规催化裂化原料可以不同，也可以相同，二者的重量比为 20 - 95:8 - 50。汽油原料与常规催化裂化原料的重量比为 0.02 - 0.50:1。
- 20

- 重质油裂化段的作用是控制汽油原料的裂化反应，增加重质原料油的裂化苛刻度，保证重油馏分的转化。增加重质油裂化段原料的柴油产率，改善轻质油裂化段原料油的柴油选择性，重质油裂化段内催化剂与该段原料的重量比为 5 - 20，最好为 7 - 15，油气混合物的停留时间为 0.1 - 2 秒，最好为 0.3 - 1.0 秒，反应压力为常压至 300 千帕，最好为 100 - 230 千帕。重质油裂化段的原料为所加工
- 25
- 30

原料较重、难裂化的部分。

轻质油裂化段的作用是在经过汽油裂化段、重质油裂化段所控制的环境中对该段内的常规催化裂化原料进行裂化，有利于改善改善重质油裂化段和轻质油裂化段原料的柴油选择性。轻质油裂化段内催化剂与该段原料的重量比为 3~15，最好为 5~10，油气混合物的停留时间为 0.1~6 秒，最好为 0.3~3 秒，反应压力为常压至 300 千帕，最好为 100~230 千帕。轻质油裂化段的原料为所加工原料较轻、较易裂化的部分。

油浆和重循环油回炼，其作用是使油浆和重循环油馏分转化为有价值的轻质油产品。

在所述的反应器轻质油裂化段上部还可以设置反应终止段，所述的反应器总高度为 10 米~50 米，汽油裂化段、重质油裂化段、轻质油裂化段、反应终止段的高度分别占总高度的 2~20%、2~40%、2~60%、0~40%。

当使用反应终止段时，从反应终止段底部注入反应终止介质，反应终止介质的注入量相对于常规催化裂化原料的总量为 0.1~30 重%。所述的反应终止介质是选自污水、软化水、催化汽油、焦化汽油、直馏汽油、回炼油、重油馏分、焦化瓦斯油、脱沥青油、直馏瓦斯油、加氢裂化尾油中的一种或一种以上的混合物。

反应终止段的作用是减少重质油裂化段、轻质油裂化段的轻质油的二次裂化反应，增加柴油产率，控制整个催化原料的转化深度。根据终止剂的介质类型、重质油裂化段和轻质油裂化段的操作参数，特别是轻质油裂化段的操作参数，反应终止介质相对于常规催化裂化原料的总量为 0.1 重%~30 重%。该段的温度由反应终止介质的注入量来控制，温度控制在 470℃~550℃，物料的停留时间为 0.2 秒~3.0 秒。

本发明适用的催化剂可以是活性组分选自含或不含稀土的 Y 或 HY 型沸石、含或不含稀土的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石、β 沸石中的一种、两种或三种的催化剂，也可以是无定型硅铝催化剂。总而言之，本专利的方法适应于所有用

于催化裂化的催化剂。

本发明提供的方法可以在常规的催化裂化反应器中进行。但对某些现有的催化裂化装置，因汽油裂化段过长，则需要进行必要的设备改造，譬如将汽油裂化段的进料口上移。本发明提供的方法也
5 适合于包含其它结构的汽油裂化段的反应器。

下面结合附图对本发明所提供的方法予以进一步的说明。

附图示意出在提升管反应器中的一种实施方式的流程，但本发明所提供的方法并不只限于这种实施方式。设备和管线的形状和尺寸不受附图的限制，而是根据具体情况确定。
10

本发明的方法流程如下：

分别来自管线 1 和 2 的汽油原料和预提升介质按照预定的比例从汽油裂化段 I 高度的 0~80% 部位进入提升管反应器 3，与催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入重质油裂化段
15 II；一部分常规催化裂化原料单独经管线 13，或者掺有来自管线 16 的回炼油浆和/或来自管线 17 的重循环油一起经管线 13 从重质油裂化段底部进入反应器，与来自汽油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻质油裂化段 III；另一部分常规催化裂化原料单独经管线 14，或者掺有来自管
20 线 16、18 的回炼油浆和/或来自管线 17、19 的重循环油一起经管线 14 从轻质油裂化段底部进入反应器，与来自重质油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入反应终止段 IV；反应终止介质经管线 15 从反应终止段底部进入反应器，反应油气混合物和待生催化剂进入带或不带有密相流化床
25 反应器的沉降器 4，油气混合物和水蒸汽经管线 11 进入分离系统 12，分离为干气、液化气、汽油、柴油、重循环油、油浆，其中油浆可以依次经管线 16、13 返回重质油裂化段，也可以依次经管线 16、18、14 返回轻质油裂化段；重循环油可以依次经管线 17、13 返回重质油裂化段，也可以依次经管线 17、19、14 返回轻质油裂化段。待生
30 催化剂进入汽提器 5，经水蒸汽汽提后由待生斜管 6 进入再生器 7，

待生催化剂在空气中烧焦再生，空气经管线 9 进入再生器，烟气经管线 10 排出，热的再生催化剂经再生斜管 8 返回提升管反应器的汽油裂化段底部循环使用。

本发明的优点在于：

5 1、利用普通催化裂化装置，不需要采用特殊的催化剂，也不需要
对现有的催化裂化装置进行大规模的改造，就可以同时大幅度提高
液化气 and 柴油的收率；

2、在汽油裂化段汽油原料与高温催化剂接触，产生的微量焦炭
会使沉积在催化剂上的金属钝化，从而减少金属对产品分布的负面
10 影响。微量的焦炭覆盖了基质及沸石上的大部分强酸中心，有利于
抑制常规催化裂化原料裂化时的生焦倾向，改善柴油的选择性；

3、对原料中较轻、易裂化的馏分部分实施低温、低反应苛刻度、
短接触裂化及终止再裂化的方法，可改善柴油的选择性；

4、汽油原料的硫主要分布于其重组分中，汽油原料在提升管的
15 汽油裂化段反应，将选择性地裂化其重组分，因此可以大幅度降低
汽油中的硫含量；

5、在本发明提供的方法中，注入的汽油原料可以全部或部分代
替预提升蒸汽，降低装置的能耗，减少装置污水的排放，有利于环
保，同时可以减少催化剂的水热失活；

20 6、汽油辛烷值可维持在较高的水平或有所提高，汽油组成中烯
烃有所降低。

实施例

下面的实例将对本发明提供的方法予以进一步的说明。

25 实施例中所使用的原料和催化剂性质分别列于表 1 和表 2。常规催
化裂化原料为减压瓦斯油掺 17 重%、18 重%减压渣油，汽油原料为本
装置得到的催化汽油。催化剂 A、B 由中国石油化工集团公司齐鲁催
化剂厂生产，催化剂 C 由中国石油天然气集团公司兰州催化剂厂生产。

本实施例说明采用本发明提供的方法可以同时增产液化气和柴油。本实施例是在中型提升管反应器中进行试验的。

该反应器的总高度为 10 米，其中汽油裂化段、重质油裂化段、轻质油裂化段、反应终止段的高度分别为 1 米、2 米、5 米、2 米。

5 预提升蒸气与催化汽油（RON、MON 分别为 92.4、79.1，烯烃含量为 47.5 重%）按重量比 0.05:1 从汽油裂化段高度的 40%部位进入反应器，与催化剂 A 接触，反应油气混合物和反应后的催化剂向上进入重质油裂化段；原料 A 的 65 重%和 100 重%回炼的重循环油从重质油裂化段底部进入反应器，与来自汽油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻
10 质油裂化段；原料 A 的 35 重%从轻质油裂化段底部进入反应器，与来自重质油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入反应终止段；占原料 A 5 重%的软化水从反应终止段底部进入反应器，反应油气混合物和催化剂去分离
15 系统；分离反应产物，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。催化汽油和原料 A 的重量比为 0.20:1。

反应条件和产品分布列于表 3，从表 3 可以看出，液化气的收率为 16.34 重%，柴油收率为 27.81 重%。汽油产品的性质列于表 4，
20 从表 4 可以看出，汽油产品的 RON、MON 分别为 93.2、80.5，烯烃含量为 37.8 重%，硫含量为 760ppm。

对比例 1

该对比例说明采用不分段的常规催化裂化提升管，只使用一种常规的裂化原料来生产液化气和柴油的情况。本实施例是在中型提
25 升管反应器中进行试验的，该反应器的总高度为 10 米。

该对比例所用的原料和催化剂分别与实施例 1 的常规催化裂化原料和催化剂相同，反应条件和产品分布列于表 3，从表 3 可以看出，液化气的收率仅为 13.23 重%，比实施例 1 的液化气收率低 3.11 个百分点；柴油收率仅为 25.72 重%。比实施例 1 的柴油收率低 1.79
30 个百分点。汽油产品的性质列于表 4，从表 4 可以看出，汽油产品的

RON、MON 分别为 92.4、79.1，烯烃含量为 47.5 重%，硫含量为 870ppm.

实施例 2

5 本实施例说明采用本发明提供的方法可以同时增产液化气和柴油。本实施例是在中型提升管反应器中进行试验的。该反应器与与实施例 1 相同。

预提升蒸气与催化汽油（RON、MON 分别为 92.6、79.4，烯烃含量为 46.1 重%）按重量比 0.10:1 从汽油裂化段高度的 60%部位进入反应器，与催化剂 B 接触，反应油气混合物和反应后的催化剂向上进入重质油裂化段；原料 A 的 40 重%和全部回炼的油浆和重循环油从重质油裂化段底部进入反应器，与来自汽油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻质油裂化段；原料 A 的 60 重%和全部回炼的重循环油从轻质油裂化段底部进入反应器，与来自重质油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入反应终止段；占原料 A 10 重%的软化水从反应终止段底部进入反应器，反应油气混合物和催化剂去分离系统；分离反应产物，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。催化汽油原料和原料 A 的重量比为 0.08:1。

反应条件和产品分布列于表 5，从表 5 可以看出，液化气的收率为 16.68 重%，柴油收率为 27.56 重%。汽油产品的性质列于表 6，从表 6 可以看出，汽油产品的 RON、MON 分别为 92.8、80.2，烯烃含量为 43.4 重%，硫含量为 601ppm。

对比例 2

该对比例说明采用不分段的常规催化裂化提升管，只使用一种常规的裂化原料来生产液化气和柴油的情况。本实施例是在中型提升管反应器中进行试验的，该反应器的总高度为 10 米。

30 该对比例所用的原料和催化剂分别与实施例 2 的常规催化裂化

原料和催化剂相同，反应条件和产品分布列于表 5，从表 5 可以看出，当没有汽油原料时，液化气的收率仅为 15.32 重%，比实施例 2 的液化气收率低 1.36 个百分点；柴油收率仅为 25.79 重%，比实施例 2 的柴油收率低 1.77 个百分点。汽油产品的性质列于表 6，从表 6 可以看出，汽油产品的 RON、MON 分别为 92.6、79.4，烯烃含量为 46.1 重%，硫含量为 850ppm。

实施例 3

本实施例说明采用本发明提供的方法可以同时增产液化气和柴油。本实施例是在中型提升管反应器中进行试验的。该反应器与实施例 1 相同。

预提升蒸气与催化汽油（RON、MON 分别为 92.6、79.4，烯烃含量为 46.1 重%）按重量比 0.06:1 从汽油裂化段高度的 40%部位进入反应器，与催化剂 B 接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入重质油裂化段；原料 A 的 75 重%和全部回炼的油浆从重质油裂化段底部进入反应器，与来自汽油裂化段的油气混合物和催化剂接触，生成的反应油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻质油裂化段；原料 A 的 25 重%和全部回炼的重循环油从轻质油裂化段底部进入反应器，与来自重质油裂化段的油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入反应终止段；占原料 A 5 重%的软化水从反应终止段底部进入反应器，反应油气混合物和催化剂去分离系统；分离反应产物，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。催化汽油原料和原料 A 的重量比为 0.15:1。

反应条件和产品分布列于表 5，从表 5 可以看出，液化气的收率为 18.44 重%，柴油收率为 28.00 重%。汽油产品的性质列于表 6，从表 6 可以看出，汽油产品的 RON、MON 分别为 93.6、80.7，烯烃含量为 39.9 重%，硫含量仅为 780ppm。

实施例 4

本实施例说明采用本发明提供的方法可以同时增产液化气和柴

油。本实施例是在中型提升管反应器中进行试验的。该反应器与实施例 1 相同。

预提升蒸气与催化汽油 (RON、MON 分别为 90.1、79.8, 烯烃含量为 51.2 重%) 按重量比 0.09:1 从汽油裂化段高度的 20% 部位进入反应器, 与催化剂 C 接触, 生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入重质油裂化段; 60 重% 的原料 B 和油浆的 80 重% 部分从重质油裂化段底部进入反应器, 与来自汽油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触, 生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻质油裂化段; 40 重% 的原料 B 和全部回炼的重循环油从轻质油裂化段底部进入反应器, 与来自重质油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触, 生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入反应终止段; 占原料 B 5 重% 的催化汽油从反应终止段底部进入反应器, 反应油气混合物和催化剂去分离系统; 分离反应产物, 待生催化剂经汽提进入再生器, 经烧焦后循环使用。催化汽油原料和原料 B 的重量比为 0.10:1.

反应条件和产品分布列于表 7, 从表 7 可以看出, 液化气的收率为 20.49 重%, 柴油收率为 28.45 重%。汽油产品的性质列于表 8, 从表 8 可以看出, 汽油产品的 RON、MON 分别为 90.5、80.2, 烯烃含量为 45.9 重%, 硫含量仅为 314ppm.

对比例 3

该对比例说明采用不分段的常规催化裂化提升管, 只使用一种常规的裂化原料来生产液化气和柴油的情况。本实施例是在中型提升管反应器中进行试验的, 该反应器的总高度为 10 米。

该对比例所用的原料和催化剂分别与实施例 4 的常规催化裂化原料和催化剂相同, 反应条件和产品分布列于表 7, 从表 7 可以看出, 当没有汽油原料时, 液化气的收率仅为 18.48 重%, 比实施例 4 的液化气收率低 2.01 个百分点; 柴油收率仅为 26.61 重%, 比实施例 4 的柴油收率低 1.84 个百分点。汽油产品的性质列于表 8, 从表 8 可以看出, 汽油产品的 RON、MON 分别为 79.8、90.1, 烯烃含量为 51.2

重%，硫含量为 394ppm.

实施例 5

本实施例说明采用本发明提供的方法可以同时增产液化气和柴油。本实施例是在中型提升管反应器中进行试验的。该反应器与与
5 实施例 1 相同。

催化汽油（RON、MON 分别为 90.1、79.8，烯烃含量为 51.2 重%）从汽油裂化段底部进入反应器，与催化剂 C 接触，反应油气混合物和反应后的催化剂向上进入重质油裂化段；原料 B 的 100 重%和
10 全部回炼的油浆从重质油裂化段底部进入反应器，与来自汽油裂化段的反应油气混合物和催化剂接触，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻质油裂化段；全部回炼的重循环油从轻质油裂化段底部进入反应器，与来自重质油裂化段的油气混合物和催化剂接触，生成的反应油气混合物和反应后的催化剂向上进入反应终止段；
15 占原料 B 10 重%的催化汽油从反应终止段底部进入反应器，生成的油气混合物和催化剂去分离系统；分离反应产物，待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。催化汽油原料和原料 B 的重量比为 0.049:1。

反应条件和产品分布列于表 7，从表 7 可以看出，液化气的收率
20 为 18.98 重%，柴油收率为 27.04 重%。汽油产品的性质列于表 8，从表 8 可以看出，汽油产品的 RON、MON 分别为 90.3、79.8，烯烃含量为 48.8 重%，硫含量仅为 365ppm。

表 1

常规催化裂化原料编号	A	B
常规催化裂化原料的组成, 重%		
减压瓦斯油	82	83
减压渣油	18	17
密度(20℃), 克/厘米 ³	0.9053	0.8691
粘度, 毫米 ² /秒		
80℃	23.88	7.999
100℃	13.60	5.266
残炭, 重%	2.3	1.65
凝点, ℃	45	33
族组成, 重%		
饱和烃	61.3	77.9
芳 烃	27.8	14.2
胶 质	10.3	7.5
沥青质	0.6	0.4
元素组成, 重%		
碳	86.27	86.21
氢	12.60	13.36
硫	1.12	0.27
氮	0.23	0.27
金属含量, ppm		
铁	10.4	—
镍	3.5	—
铜	<0.1	—
钒	3.9	—
钠	<0.1	—
馏程, ℃		
初馏点	268	213
5%	370	301
10%	400	328
30%	453	375
50%	480	418
70%	521	466
干点	—	—

表 2

催化剂编号	A	B	C
商品牌号	RHZ-300	MLC-500	LV-23
化学组成, 重%			
Al ₂ O ₃	42.0	44.7	51.7
Fe ₂ O ₃	0.42	0.38	0.40
物理性质			
比表面积, 米 ² /克	182	203	220
孔体积, 毫升/克	1.93	2.14	2.39
表观密度, 克/厘米 ³	0.8382	0.7921	0.7654
筛分组成, %			
0 ~ 40 微米	7.4	8.5	22.4
0 ~ 80 微米	66.4	66.3	—
0 ~ 110 微米	90.0	87.2	81.9
0 ~ 150 微米	98.9	95.9	—

表 3

	实施例 1	对比例 1
预提升介质与汽油原料重量比	0.05	-
汽油原料与常规催化裂化原料的 重量比	0.20	0
催化剂	A	A
反应条件		
温度, °C		500
汽油裂化段	640	—
重质油裂化段	580	—
轻质油裂化段	507	—
停留时间, 秒		1.9
汽油裂化段	1	—
重质油裂化段	0.4	—
轻质油裂化段	1	—
剂油比		5
汽油裂化段	25	—
重质油裂化段	6.7	—
轻质油裂化段	5	—
压力 (表压), 千帕	90	90
再生催化剂温度, °C	680	660
产品分布, 重%		
干气	3.56	3.08
液化气	16.34	13.23
汽油	37.96	43.61
柴油	26.51	24.72
油浆	9.25	9.23
焦炭	6.38	6.13
总计	100.00	100.00

表4

	实施例 1	对比例 1
密度(20℃), 千克/米 ³	0.7614	0.7503
辛烷值		
RON	93.2	92.4
MON	80.5	79.1
烯烃含量, 重%	37.8	47.5
诱导期, 分钟	632	545
实际胶质, 毫克/100 毫升	2	3
硫, ppm	760	870
氮, ppm	21	27
碳, 重%	87.20	86.65
氢, 重%	12.75	13.26
馏程, ℃		
初馏点	45	41
10%	76	71
30%	106	99
50%	127	123
70%	148	148
90%	169	171
终馏点	192	195

表 5

	实施例 2	对比例 2	实施例 3
预提升介质与汽油原料重量比	0.10	—	0.06
汽油原料与常规催化裂化原料 的重量比	0.08	0	0.15
催化剂	B	B	B
反应条件			
温度, °C		500	
汽油裂化段	660	—	645
重质油裂化段	610	—	590
轻质油裂化段	500	—	500
停留时间, 秒		1.83	
汽油裂化段	0.3	—	1.1
重质油裂化段	0.4	—	0.3
轻质油裂化段	1.89	—	1.93
剂油比		6.2	
汽油裂化段	77	—	41.3
重质油裂化段	10.3	—	8.3
轻质油裂化段	6.2	—	6.2
压力 (表压), 千帕	150	150	150
再生催化剂温度, °C	675	670	678
产品分布, 重%			
干气	3.13	2.90	3.83
液化气	16.68	15.32	18.44
汽油	42.73	46.61	40.03
柴油	27.56	25.79	28.26
焦炭	9.05	8.57	8.78
损失	0.85	0.81	0.66
总计	100.00	100.00	100.00

表6

	实施例 2	对比例 2	实施例 3
密度(20℃), 千克/米 ³	0.7601	0.7548	0.7694
辛烷值			
RON	92.8	92.6	93.6
MON	80.2	79.4	80.7
烯烃含量, 重%	43.4	46.1	39.9
诱导期, 分钟	601	556	657
实际胶质, 毫克/100 毫升	2	3	2
硫, ppm	790	850	780
氮, ppm	22	26	20
碳, 重%	86.91	86.63	87.18
氢, 重%	13.01	13.24	12.73
馏程, ℃			
初馏点	43	40	45
10%	75	70	77
30%	102	99	105
50%	124	124	127
70%	146	148	147
90%	170	172	169
终馏点	192	194	192

表 7

	实施例 4	对比例 3	实施例 5
预提升介质与汽油原料重量比	0.09	—	0
汽油原料与常规催化裂化原料的重量比	0.10	0	0.049
催化剂	C	C	C
反应条件			
温度, °C		500	
汽油裂化段	668	—	690
重质油裂化段	596	—	520
轻质油裂化段	502	—	500
停留时间, 秒		2.60	
汽油裂化段	1.59	—	2.16
重质油裂化段	1.50	—	1.40
轻质油裂化段	2.40	—	1.60
剂油比		5	
汽油裂化段	50	—	100
重质油裂化段	8.33	—	5
轻质油裂化段	5	—	5
压力(表压), 千帕	200	200	200
再生催化剂温度, °C	690	671	700
产品分布, 重%			
干气	2.78	2.25	3.01
液化气	20.49	18.48	18.98
汽油	40.64	45.97	44.17
柴油	28.45	26.61	27.04
油浆	1.20	0	0
焦炭	6.01	6.22	6.35
损失	0.43	0.56	0.45
总计	100.00	100.00	100.00

表8

	实施例 4	对比例 3	实施例 5
密度(20℃), 千克/米 ³	0.7559	0.7454	0.7458
辛烷值			
RON	90.5	90.1	90.3
MON	80.2	79.8	79.8
烯烃含量, 重%	45.9	51.2	48.8
诱导期, 分钟	574	515	545
实际胶质, 毫克/100 毫升	3	4	3
硫, ppm	314	394	365
氮, ppm	13	17	15
碳, 重%	86.94	86.14	86.81
氢, 重%	13.01	13.21	13.17
馏程, ℃			
初馏点	40	40	43
10%	63	62	62
30%	84	83	82
50%	110	107	108
70%	136	134	135
90%	190	190	191
终馏点	197	196	195

权 利 要 求

1、一种在提升管或流化床反应器中，使烃类原料催化转化，以同时多产柴油和液化气的方法，包括：

- 5 (a)从反应器底部通入汽油原料、任选的预提升介质和催化裂化催化剂，并使其在反应器下部区域接触，生成含大量液化气的油气混合物；

- (b)使生成的油气混合物和经反应的催化裂化催化剂向上流动，在反应器下部的以上区域，与从反应器下部的以上区域的至少两个不同高度的位置通入反应器的常规催化裂化原料接触，生成含大量柴油的油气混合物；
- 10

(c)在分馏系统中，使上述产生的油气混合物分离成所需的液化气产品、汽油产品和柴油产品，并任选将部分或全部重循环油和油浆返回反应器下部的以上区域重新裂化；

- 15 (d)将待生催化剂经汽提进入再生器，经烧焦处理后继续循环使用。

- 2、权利要求 1 的方法，所述的汽油原料是沸点范围为 30℃ ~ 210℃ 的馏分油，选自直馏汽油、催化裂化汽油、焦化汽油中的一种或一种以上的混合物，所述的常规催化裂化原料是选自直馏瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、加氢精制油、加氢裂化尾油、减压渣油、常压渣油中的一种或一种以上的混合物。
- 20

3、权利要求 1 的方法，汽油原料的反应温度为 500℃ ~ 700℃，反应压力为常压至 300 千帕，停留时间为 0.1 秒 ~ 3.0 秒，催化剂与汽油原料的重量比为 10 ~ 150，再生催化剂温度为 600℃ ~ 750℃。

- 25 4、权利要求 1 的方法，催化剂与常规催化裂化原料或掺油浆和/或重循环油的重量比为 3 ~ 20，停留时间为 0.1 ~ 6 秒。

- 5、一种在提升管或流化床反应器中，使烃类原料催化转化以同时多产柴油和液化气的方法，其中所述反应器包括汽油裂化段、重质油裂化段、轻质油裂化段和任选的反应终止段，该方法包括下列步骤：
- 30

(a)、汽油原料和任选的预提升介质进入汽油裂化段，与催化裂化催化剂接触，生成一种油气混合物，生成的油气混合物和反应后的催化裂化催化剂向上进入重质油裂化段；

5 (b)、常规催化裂化原料单独或掺有油浆和/或重循环油一起从重质油裂化段底部进入反应器，与来自汽油裂化段的油气混合物和反应后的催化裂化催化剂接触生成一种油气混合物，生成的油气混合物和反应后的催化剂向上进入轻质油裂化段；

10 (c)、常规催化裂化原料单独或掺有油浆和/或重循环油一起从轻质油裂化段底部进入反应器，与来自重质油裂化段的油气混合物和催化剂接触生成一种油气混合物，然后生成的油气混合物和反应后的催化剂进入任选的反应终止段；

(d)、经任选的反应终止段的底部加入反应终止介质，使反应终止，生成的油气混合物和反应的催化剂进入分离系统分成油气和待生催化剂，以及

15 (e)、分馏反应产物，得到所需的液化气和柴油产品，待生催化剂可以经汽提进入再生器，经烧焦后循环使用。

6、权利要求 5 的方法，其中预提升介质为干气或蒸汽，其与汽油原料的重量比为 0~5:1。

20 7、权利要求 5 的方法，所述的汽油裂化段中的汽油原料是沸点范围为 30℃~210℃的馏分油，选自直馏汽油、催化裂化汽油、焦化汽油中的一种或一种以上的混合物。

8、权利要求 7 的方法，所述的汽油裂化段中的汽油原料是 C₇⁺~205℃的催化裂化汽油馏分。

25 9、权利要求 5 的方法，汽油裂化段反应温度为 500℃~700℃，反应压力为常压至 300 千帕，停留时间为 0.1 秒~3.0 秒，催化剂与汽油原料的重量比为 10~150，再生催化剂温度为 600℃~750℃。

10、权利要求 9 的方法，汽油裂化段反应温度为 620℃~680℃，反应压力为 100~230 千帕，停留时间为 0.2~1.5 秒，催化剂与汽油原料的重量比为 20~80，再生催化剂温度为 660℃~710℃。

30 11、权利要求 5 的方法，重质油裂化段内催化剂与该段原料的

重量比为 5~20, 停留时间为 0.1~2 秒, 轻质油裂化段内催化剂与该段原料的重量比为 3~15, 停留时间为 0.1~6 秒。

12、权利要求 11 的方法, 重质油裂化段内的催化剂与该段原料的重量比为 7~15, 停留时间为 0.3~1 秒, 轻质油裂化段内的催化剂与该段原料的重量比为 5~10, 停留时间为 0.2~3 秒。

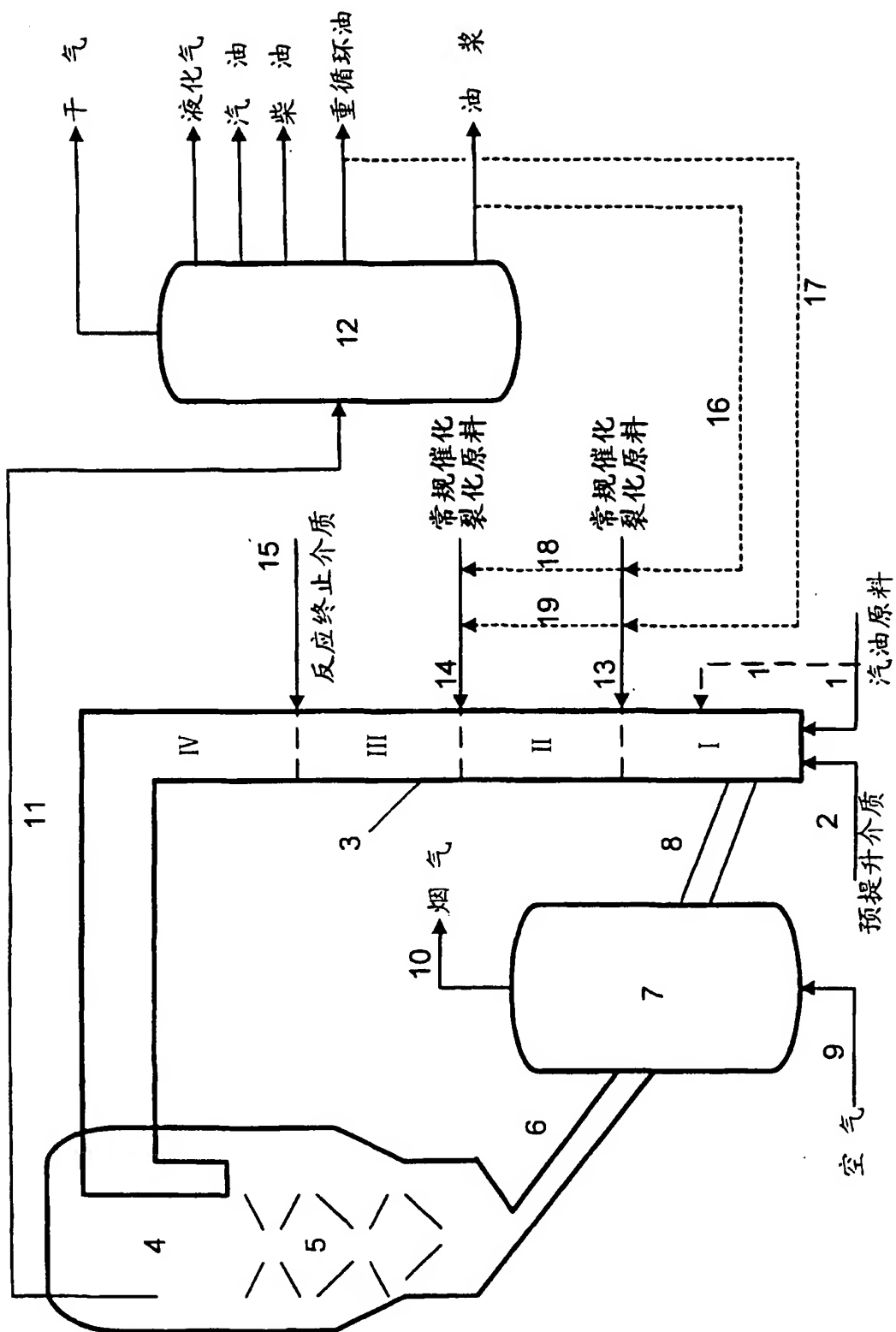
13、权利要求 5 的方法, 其中步骤 (b)、(c) 中所述的常规催化裂化原料是选自直馏瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、加氢精制油、加氢裂化尾油、减压渣油、常压渣油中的一种或一种以上的混合物。

14、权利要求 5 或 13 的方法, 其中步骤 (b)、(c) 中所述的常规催化裂化原料可以不同, 也可以相同, 二者的重量比为 20~95:80~5。

15、权利要求 5 的方法, 汽油原料与常规催化裂化原料的重量比为 0.02~0.50:1。

16、权利要求 5 的方法, 其中的反应终止介质的注入量, 相对于常规催化裂化原料的总量为 0~30 重%, 所述的反应终止介质是选自污水、软化水、催化汽油、焦化汽油、直馏汽油、回炼油、重油馏分、焦化瓦斯油、脱沥青油、直馏瓦斯油、加氢裂化尾油中的一种或一种以上的混合物。

17、权利要求 5 的方法, 所述的反应器总高度为 10 米~50 米, 汽油裂化段、重质油裂化段、轻质油裂化段、反应终止段的高度分别占总高度的 2~20%、2~40%、2~60%、0~40%。



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN00/00166

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

IPC⁷ C10G11/18

According to International Patent Classification(IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched(classification system followed by classification symbols)

IPC⁷ C10G11/18, 11/16, 11/14, 11/00

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the field searched

Electronic data base consulted during the international search(name of data base and, where practicable, search terms used)

WPI, CNPAT

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant claim No.
X	CN1034949A(CIE RAFFINAGE & DISTRIBUTION TOTAL FR) 23. Aug. 1989 claims; figure 1	1-13
A	CN1160746A(CNINA PETROCHEMICAL CORPORATION) 1.Oct. 1997 claim 1-7; figure	1-15
A	EP0369536A1(STONE & WEBSTER ENGINEERING)23.May 1990 , claims; figure1	1-15
A	US4666586(Carl D. Farnsworth)19.May 1987 claims; figure1	1-15
A	US4478708(Carl D. Farnsworth)23.Oct. 1984 claim 1,9; column 6, line 18-4; figure 1	1,5



Further documents are listed in the continuation of Box C.



See patent family annex.

* Special categories of cited documents:

"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

"E" earlier document but published on or after the international filing date

"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason(as specified)

"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

"&" document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

16 September 1999 (16. 09. 99)

Date of mailing of the international search report

16 NOV 2000 (16.11.00)

Name and mailing address of the ISA/

China State Intellectual Property Office
6, Xitucheng Road, Jimen Bridge, Haidian District,
Beijing, 100088, P. R. China

Facsimile No. 86-010-62019451

Authorized officer

Lei chunhai

Telephone No. 86-010-62093935

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.
PCT/CN00/00166

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family members	Publication date
CN1034949	23.Aug.1989(23.08.89)	EP0323297 A	5.Jul. 1989(05.07.89)
		FR2625509 A	7.Jul. 1989(07.07.89)
		ZA8809689 A	27.Sep. 1989(27.09.89)
		JP1294794 A	28.Nov. 1989(28.11.89)
		EP0323297 B	19.Jun. 1991(19.06.91)
		DE3863352 G	25.Jul. 1991(25.07.91)
		ES2022682 B	1.Dec. 1991(01.12.91)
		US5264115 A	23.Nov. 1993(23.11.93)
		US5506365 A	9.Apr. 1996(09.04.96)
		JP2509314 B2	19.Jun. 1996(19.06.96)
EP0369536	23.May 1990(23.05.90)	JP2269192 A	2.Nov. 1990(02.11.90)
		US5087349 A	11.Feb. 1992(11.02.92)
		JP5005876B B	25.Jan. 1993(25.01.93)
		EP0369536 B1	25.Aug. 1993(25.08.93)
		DE68908666E	30.Sep. 1993(30.09.93)
		CA1327177 C	22.Feb. 1994(22.02.94)

国际检索报告

国际申请号

PCT/CN00/00166

A. 主题的分类

C10G11/18

按照国际专利分类表(IPC)或者同时按照国家分类和 IPC 两种分类

B. 检索领域

检索的最低限度文献(标明分类体系和分类号)

IPC⁷ C10G11/18, 11/16, 11/14, 11/00

包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献

在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称和, 如果实际可行的, 使用的检索词)

WPI, CNPAT

C. 相关文件

类 型*	引用文件, 必要时, 包括相关段落的说明	相关的权利要求编号
X	CN1034949A(法国精制和总分配公司) 23. 8 月 1989 权利要求, 图 1	1-13
A	CN1160746A(中国石油化工总公司)1.10 月 1997 权利要求 1-7, 图	1-15
A	EP0369536A1(STONE & WEBSTER ENGINEERING)23.5 月 1990, 权利要求, 图 1	1-15
A	US4666586(Carl D. Farnsworth)19.5 月 1987 权利要求, 图 1	1-15
A	US4478708(Carl D. Farnsworth)23.10 月 1984 权利要求 1,9, 6 栏 18-46 行, 图 1	1,5

☐ 其余文件在 C 栏的续页中列出。☒ 见同族专利附件。

* 引用文件的专用类型:

“A” 明确表示了一般现有技术、不认为是特别相关的文件

“E” 在先文件, 但是在国际申请日的同一日或之后公布的

“L” 对优先权要求可能产生怀疑或者用来确定另一篇引用文件的公布日期或其它特殊理由而引用的文件(如详细说明)

“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他手段的文件

“P” 在国际申请日之前但迟于所要求的优先权日公布的文件

“T” 在国际申请日或优先权日之后公布的在后文件, 它与申请不相抵触, 但是引用它是为了解构成发明基础的理论或原理

“X” 特别相关的文件; 当该文件被单独使用时, 要求保护的发明不能认为是新颖的或不能认为具有创造性

“Y” 特别相关的文件; 当该文件与其他一篇或多篇这类文件结合在一起, 这种结合对本领域技术人员是显而易见的, 要求保护的发明不能认为具有创造性

“&” 同族专利成员的文件

国际检索实际完成的日期

国际检索报告邮寄日期

16.11.2000 (16.11.00)

国际检索单位名称和邮寄地址

中华人民共和国国家知识产权局

100088 中国北京市海淀区蓟门桥西土城路 6 号

传真号:

86-010-62019451

受权官员

雷春海

电话号码: 86-010-62093933